

加氢裂化装置产品分离流程节能优化

李征容*

(中国石化工程建设有限公司, 北京 100101)

摘要:从加氢裂化产品分离的工艺流程角度探讨节能优化方案。充分利用反应产物已初步分离成较轻的冷低分油和较重的热低分油工艺的特点,将轻、重组分分别送至不同的汽提塔,实现装置节能的目标。以典型 200 万 t/a 加氢裂化装置为例,通过流程模拟软件计算对比,优化流程可在不增加装置投资、不影响产品质量和收率的前提下,将装置能耗降低 1.73 kg/t。

关键词:加氢裂化;汽提塔;节能优化

中图分类号:TE624

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2023)07-0216-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2023.07.040

Energy saving optimization of product separation process in hydrocracking plant

Li Zheng-rong*

(Sinopec Engineering Incorporation, Beijing 100101, China)

Abstract:The energy saving optimization scheme is studied from the product separation process in a hydrocracking plant. Since the reaction products have been initially separated into lighter components and heavier components, they are both sent to different strippers respectively, achieving the purpose of energy saving. Taking a 2 million t/a hydrocracking plant as an example, its energy consumption can be dropped by 1.73 kg standard oil/t (feed) through the process optimization on the premise of not increasing the equipment investment, and not affecting the product quality and yield.

Key words:hydrocracking; stripper; energy saving optimization

加氢裂化是重质馏分油深度加工的主要工艺之一,是炼油工业生产轻质油品的重要手段。加氢裂化的原理是在高温、高压和催化剂存在的条件下,原料油与氢气首先在精制反应器内发生加氢反应,脱除其中的硫、氮、氧、金属杂质和不饱和烃。精制后的原料油进入加氢裂化反应器发生加氢裂化反应,大分子烃类转化为碳链较短的烃类,同时还发生环烷烃开环反应和芳烃饱和、断环反应。反应生成油经过分馏系统精馏后生产出石脑油、航煤、柴油、尾油等产品^[1-3]。

近年来,我国加工的重质及高硫原油的比例不断增加,而随着环保标准的日益严苛,油品标准持续升级,各炼厂都在持续提升加氢裂化装置能力,加氢裂化装置占全厂的能耗比例日益升高^[4]。2020 年 9 月,中国明确提出“碳达峰”、“碳中和”的目标,节能降耗已成为炼油厂重点攻关目标。

基于上述原因,加氢裂化装置节能优化得到相关领域研究人员的普遍关注^[5-6]。本文中重点研究加氢裂化装置产品分离的工艺流程,结合 Aspen Plus 11 流程模拟软件计算结果,提出装置工艺节能的优化方案。

1 典型加氢裂化装置产品分离工艺流程

加氢裂化装置的原料油经过加氢裂化反应后,后续流程的主要任务就是将反应产物按各种产品要求的馏程范围进行分离。以蜡油加氢裂化装置为例,液体产品通常要求分割为石脑油、航煤、柴油、尾油 4 部分。

图 1 为典型加氢裂化装置产品分离流程示意图(以下简称流程 1)。从反应器流出的反应产物与原料换热后,进入热高压分离器进行气液分离。热高分气经换热冷却后进入冷高压分离器,再次进行气、油、水三相分离。冷高分气即为循环氢,经压缩机升压后循环回反应系统;冷高分油降压后进入冷低压分离器。热高分油降压后进入热低压分离器。热低分气与冷高分油混合送入冷低压分离器;热低分油送至脱硫化氢汽提塔。冷低压分离器中再次进行气、油、水三相分离,冷低分气通常送至 PSA 回收氢气;冷低分油送至脱硫化氢汽提塔。

冷低分油和热低分油分别从不同塔板进入脱硫化氢汽提塔,在蒸汽汽提的作用下,从塔顶分出含 H₂S 的 C₁~C₄ 产品,汽提塔底油经换热后进入闪蒸

是冷低分油进入冷低分油汽提塔,热低分油进入热低分油汽提塔。冷低分油汽提塔的塔底油直接进入分馏塔中段。热低分油汽提塔顶气进入冷低分油汽提塔,塔底油经换热后进入闪蒸罐,罐顶气相进入分馏塔中段,罐底液相经加热炉升温后进入分馏塔下段。

3 计算基础和合理模型建立

为对比 2 种流程的能耗,本文中典型的 200 万 t/a 蜡油加氢裂化装置为计算基础,反应产物组成见表 2。

表 2 典型反应产物组成

名称	质量分数/%
C ₁ ~C ₄	3.7
石脑油(<170℃)	36.6
航煤(170~240℃)	19.2
柴油(240~350℃)	23.4
尾油(>350℃)	17.1
合计	100

对流程 1 和流程 2 分别进行流程模拟计算进行对比。为保证对比的合理性和公平性,模拟计算 2 种流程时做如下约束:①反应产物的流量、温度、压力、组成相同;②汽提蒸汽的温度、压力相同;③分馏塔操作压力相同;④分馏塔中段回流的流量、取热负荷相同;⑤各种产品分离精度要求相同。在上述约束条件下,经模拟计算,2 种流程的主要产品性质见表 3~表 6。

表 3 2 种流程石脑油产品性质对比

项目	流程 1	流程 2
标准密度(15.6℃,101.325 kPa)/(kg·m ⁻³)	714	713
平均分子质量	102	100
质量流量/(kg·h ⁻¹)	78665	79548
馏程(ASTM D86)/℃		
5%	70	70
10%	78	75
30%	93	91
50%	106	106
70%	117	116
90%	150	148
95%	163	162
100%	189	184

通过表 3~表 6 对比可以看出,2 种流程的主要产品分离精度基本相当,均可满足产品要求。航煤、柴油、尾油收率完全相同,流程 2 的全馏分石脑油收率略高。在此条件下,对 2 种流程能耗进行对比是合理的。

表 4 2 种流程航煤产品性质对比

项目	流程 1	流程 2
标准密度(15.6℃,101.325 kPa)/(kg·m ⁻³)	807	807
平均分子质量	153	152
质量流量/(kg·h ⁻¹)	45666	45666
馏程(ASTM D86)/℃		
5%	170	165
10%	177	172
30%	187	185
50%	191	190
70%	196	195
90%	213	213
95%	225	229
100%	253	258

表 5 2 种流程柴油产品性质对比

项目	流程 1	流程 2
标准密度(15.6℃,101.325 kPa)/(kg·m ⁻³)	819	817
平均分子质量	246	242
质量流量/(kg·h ⁻¹)	55833	55833
馏程(ASTM D86)/℃		
5%	236	239
10%	259	250
30%	282	281
50%	296	293
70%	315	309
90%	338	335
95%	349	348
100%	389	385

表 6 2 种流程尾油产品性质对比

项目	流程 1	流程 2
标准密度(15.6℃,101.325 kPa)/(kg·m ⁻³)	824	824
平均分子质量	350	353
质量流量/(kg·h ⁻¹)	160738	160738
馏程(ASTM D86)/℃		
5%	353	358
10%	359	367
30%	381	382
50%	396	396
70%	409	409
90%	432	432
95%	443	443
100%	450	450

4 能耗对比

4.1 汽提塔能耗对比

流程 1 脱硫化氢汽提塔用 1.0 MPa 蒸汽 3 t/h,

塔顶气冷却负荷 8.9 MW; 流程 2 冷低分油汽提塔、热低分油汽提塔各用 1.0 MPa 蒸汽 2 t/h, 塔顶气冷却负荷 8.7 MW。2 种流程塔顶空冷器片数和电耗基本相同, 流程 2 多消耗 1.0 MPa 蒸汽 1.0 t/h。

4.2 分馏塔进料加热炉能耗对比

表 7 中列出了分馏塔进料加热炉相关的重要操作参数。流程 1 中, 脱硫化氢汽提塔底油流量为 220 t/h, 温度为 201℃, 经产品换热升温至 245℃后, 与 120 t/h 尾油循环油混合进入闪蒸罐进行气液分离, 罐底油流量为 260 t/h, 经加热炉升温至 365℃进入分馏塔, 加热炉热负荷为 30.0 MW。流程 2 中, 热低分油汽提塔底油流量为 120 t/h, 温度为 239℃, 经产品换热升温至 291℃后, 与 120 t/h 尾油循环油混合进入闪蒸罐进行气液分离, 罐底油流量为 238 t/h, 经加热炉升温至 393℃进入分馏塔, 加热炉热负荷为 24.6 MW。

表 7 分馏塔进料加热炉操作参数对比

项目	流程 1	流程 2
脱硫化氢汽提塔底温度/℃	201	239
热低分油汽提塔底温度/℃	201	239
脱硫化氢汽提塔底流量/(kg·h ⁻¹)	220052	120655
热低分油汽提塔底流量/(kg·h ⁻¹)	220052	120655
分馏塔进料加热炉入口温度/℃	245	291
分馏塔进料加热炉出口温度/℃	365	393
塔底尾油循环量/(kg·h ⁻¹)	120000	120000
分馏塔进料加热炉流量/(kg·h ⁻¹)	260521	237708
分馏塔进料加热炉热负荷/MW	30.0	24.6
分馏塔进料馏程 ASTM D86/℃		
10%	177	208
30%	296	324
50%	358	368
70%	391	395
90%	422	424
100%	446	446

4.3 分馏塔能耗对比

2 种流程分馏塔相关主要操作参数对比见表 8。2 种流程分馏塔中段回流流量、取热负荷均保持一致。流程 1 的分馏塔顶气温度为 138℃, 塔顶气流量为 173 t/h, 塔顶气冷却负荷为 23.9 MW, 空冷器的电耗为 370 kW, 塔顶回流泵轴功率 97 kW。流程 2 的分馏塔顶气温度为 134℃, 塔顶气流量为 125 t/h, 塔顶气冷却负荷为 19.6 MW, 空冷器的电耗为 296 kW, 塔顶回流泵功率为 69 kW。流程 2 比流程 1 节省电耗 102 kW。

表 8 分馏塔主要操作参数对比

项目	流程 1	流程 2
分馏塔顶气温度/℃	138	134
分馏塔顶气流量/(kg·h ⁻¹)	173012	124998
分馏塔顶气冷却负荷/MW	23.9	19.6
分馏塔顶空冷器电耗/kW	370	296
分馏塔顶回流泵电耗/kW	97	69

4.4 能耗对比汇总

将上述能耗对比汇总详见表 9, 流程 1 比流程 2 少消耗 1.0 MPa 蒸汽 1.0 t/h, 多消耗 5.4 MW 的燃料气, 多消耗 102 kW 电。流程 2 比流程 1 可节省能耗 144 458 328 MJ/a, 折合标油 1.73 kg/t。按 2020 年 90 美元标准经济评价体系, 流程 2 比流程 1 每年节省操作费用 1 730 万元。

表 9 2 种流程能耗对比

项目	消耗量	耗能指标	年能耗/ (MJ·a ⁻¹)
1.0 MPa 蒸汽消耗	-1 t/h	3182 MJ/t	-26728800
电消耗	102 kW	9.21 MJ/kWh	7891128
燃料气消耗	5.4 MW	—	163296000
合计			144458328

4.5 节能原因分析

精馏塔的原理要求进塔物料必须有足够的过气率, 才能实现目标产品的分离要求。在加氢裂化装置中, 进塔物料的过气率是通过分馏塔进料加热炉来实现的。对于流程 1, 全部液相物料均混合在汽提塔底, 虽然进加热炉前经过闪蒸罐分离, 但进入加热炉物料中的轻组分比例仍较高, 加热炉进料流量较大, 加热炉热负荷较高。而优化后的流程 2 充分利用了反应产物已初步分离成为轻、重组分的特点, 将其送入不同的汽提塔中, 冷低分油汽提塔底的轻组分油不经加热炉直接进入分馏塔, 既减少了进入加热炉的介质流量, 也避免了轻组分被过度加热, 从而有效降低了分馏塔进料加热炉的热负荷。同时因轻组分未被过度加热, 流程 2 的分馏塔顶气的流量和冷却负荷相比流程 1 都有明显降低, 降低了塔顶介质冷却、回流的能耗。综合以上原因, 流程 2 达到了降低装置能耗的目标。

5 装置投资对比

将 2 种流程有区别的设备参数和投资进行核算对比, 详见表 10。

表 10 2 种流程设备参数和投资对比

设备名称	项目	流程 1	流程 2
脱硫化氢汽提塔/ 冷低分油汽提塔 热低分油汽提塔	规格/mm	φ2800/3800× 30000	φ2400×26000(冷) φ2000/2800× 26000(热)
	材质	S11306+ Q345R	S11306+Q345R(冷) Q345R(热)
	重量/t	85	54(冷)/52(热)
	投资/万元	基准	基准+173
	分馏塔顶空冷器	规格/m	GP9×3
	数量	10	8
	材质	Q245R	Q245R
	投资/万元	基准	基准-44
分馏塔进料闪蒸罐	规格/mm	φ3800×10000	φ3800×8000
	材质	Q345R	Q345R
	重量/t	17	14
	投资/万元	基准	基准-14
分馏塔进料加热炉	热负荷/MW	30.0	24.6
	投资/万元	基准	基准-111
分馏塔顶回流泵	流量/(m ³ ·h ⁻¹)	316	226
	数量	2	2
	投资/万元	基准	基准-21
投资合计/万元		基准	基准-17

通过对比可以看出,虽然流程 2 相比流程 1 多了 1 台汽提塔,但因流程 2 的汽提塔底油流量较低,

(上接第 215 页)

度控制器响应较快、波动小,且在较短时间就能稳定在设定值附近。虽然在 EDWC 中,灵敏板的温度出现了多处震荡,造成 EDWC 侧线塔塔顶甲醇的纯度在控制过程中出现了较多波动,但纯度瞬态偏差较小,在 15 h 以后趋于稳定。DWC 侧线物流中的甲醇纯度和塔底乙醇纯度响应较快、波动范围小,且在较短时间可以到达稳定值。综合来看,改进控制方案 CS2 取得了较好的控制效果。

3 结论

采用集成仿真与启发式规则的全厂控制设计方法对醋酸甲酯加氢制燃料乙醇强化工艺进行了动态特性研究。分别建立了反应单元和分离单元的控制方案,并添加进料流量扰动考察全厂的可控性。结果表明,在控制结构中添加±10%进料流量扰动后,乙醇和甲醇的纯度都能够恢复到稳定值。虽然全厂控制中分隔壁精馏塔和萃取精馏分隔壁塔的耦合性强,流程上游的变化容易引起下游的波动和响应滞后,但整体而言,醋酸甲酯加氢制燃料乙醇流程具有动态可控性。

闪蒸罐、分馏塔进料加热炉、分馏塔顶空冷器、分馏塔顶回流泵的设备投资均低于流程 1,综合来看 2 种流程的设备投资基本相当。

6 结论

对于加氢裂化装置,将冷低分油、热低分油分别送至不同汽提塔的工艺流程优化方案,可在不增加装置投资,以及不影响产品质量和收率的前提下,降低装置的能耗。该优化方案充分利用了反应产物已初步分离成轻、重组分的工艺特点,预期将加氢裂化装置能耗降低 1.73 kg/t,助力炼油厂实现节能降耗的目标,带来可观的经济效益。

参考文献

- [1] 李大东.加氢处理工艺与工程[M].北京:中国石化出版社,2004:1-2.
- [2] 韩崇仁.加氢裂化工艺与工程[M].北京:中国石化出版社,2001:1-2.
- [3] 李征容.加氢裂化装置汽提塔流程与脱丁烷塔流程比较[J].石油工程设计,2019,36(4):20-23.
- [4] 史昕,邹劲松,厉荣.炼油发展趋势对加氢能力及加氢技术的影响[J].当代石油石化,2014,22(9):1-5.
- [5] 张彬,吕建新,陈玉石.流程模拟技术在加氢裂化装置上的应用[J].中外能源,2016,21(4):73-77.
- [6] 庞东辉,苏成利.加氢裂化装置的流程模拟及用能分析[J].节能技术,2013,31(4):321-325,334.■

参考文献

- [1] 岳国君,董红星,刘文信,等.燃料乙醇工艺的化工工程分析[J].化工进展,2011,30(1):144-149.
- [2] Hahn-Hägerdal B, Galbe M, Gorwa-Grauslund M F, et al. Bio-ethanol—the fuel of tomorrow from the residues of today[J]. Trends Biotechnol, 2006, 24(12):549-556.
- [3] 李振宇,李顶杰,黄格省,等.燃料乙醇发展现状及思考[J].化工进展,2013,32(7):1457-1467.
- [4] 佚名.乙烯直接水合乙醇的精制[J].石油化工,1979,(12):4-13.
- [5] Subramani V, Gangwal S K. A review of recent literature to search for an efficient catalytic process for the conversion of syngas to ethanol[J]. Energy Fuels, 2008, 22(2):814-839.
- [6] 李春利,姜挺,孙立军.带有隔板塔的 NFM 萃取精馏工艺模拟和优化[J].现代化工,2018,38(7):219-222.
- [7] 刘佳男,李宗衡,李智,等.醋酸乙烯的热泵精馏工艺模拟[J].现代化工,2021,41(1):215-218.
- [8] 段文婷,任思月,冯霄,等.与换热网络集成的精馏塔压优化[J].化工学报,2022,73(5):2052-2059.
- [9] Yang B, Cheng Y, Chen K, et al. Ester hydrolysis to alcohol using a combined reactive and extractive distillation with ionic liquids-based mixed solvents[J]. Fuel, 2022, 327:125131.
- [10] 徐良,白文帅,薛伟,等.热集成双侧线萃取精馏分离苯/异丙醇/水的设计与控制[J].现代化工,2022,42(3):227-233.
- [11] Luyben W L. Distillation design and control using Aspen simulation [M]. New Jersey: John Wiley & Sons, 2013. ■